

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51]Int. Cl<sup>7</sup>  
C07C 57/04  
C07C 57/05 C07C 51/16  
C07C 47/22 C07C 45/33

[12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 00136621.1

[43]公开日 2001 年 6 月 20 日

[11]公开号 CN 1299805A

[22]申请日 2000.11.5 [21]申请号 00136621.1  
[30]优先权  
[32]1999.11.5 [33]JP [31]315914/99  
[71]申请人 株式会社日本触媒  
地址 日本大阪府  
[72]发明人 冈崎和人 松本行弘  
坂元一彦 百百治

[74]专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司  
代理人 刘元金 罗才希

权利要求书 2 页 说明书 20 页 附图页数 3 页

[54]发明名称 丙烯酸的制作方法及其用于制备丙烯酸的设备

[57]摘要

冷却了的冷却剂是通过利用了由液态丙烯气化产生的潜热的液体冷却剂制备的,例如,和该冷却了的冷却剂被用在用于制备丙烯酸或丙烯醛的流程中的热交换器中。该方法能有效利用习惯上被排出的潜热并能减少在制备步骤中分别所需的冷却用的能量消耗。通过用液体冷却剂回收冷却了的冷却剂,能稳定丙烯等的气化,并因此稳定了丙烯酸的制备。本发明提供了制备丙烯酸等的方法和有效利用在制备步骤中产生的潜热的设备。

ISSN 1008-4274

## 权 利 要 求 书

1、一种用于制备丙烯酸或丙烯醛的方法，其特征在于，通过向蒸发器运送液体冷却剂而使引入到蒸发器中的液态丙烯和/或丙烷气  
5 化，同时，通过回收液态丙烯和/或丙烷的潜热制备冷却了的冷却剂，使生成的气化的丙烷和/或丙烯进行催化气相氧化反应，由此制备含有丙烯酸或丙烯醛的气体，并在与制备丙烯酸或丙烯醛的设备连接的热交换器中使用所述冷却了的冷却剂。

2、一种权利要求 1 的方法，其中供送到所述蒸发器中的所述液  
10 体冷却剂的温度是在 0—50℃ 范围内。

3、一种权利要求 1 的方法，其中所述液体冷却剂是水或盐水。

4、一种权利要求 1 的方法，其中所述热交换器选自吸收溶剂冷却器、与丙烯酸吸收塔连接的循环冷却器、与溶剂分离塔连接的冷凝器、和与丙烯酸精制塔连接的冷凝器中的至少一个。

15 5、一种权利要求 1 的方法，其中所述冷却了的冷却剂被用在与制备甲基丙烯酸和/或（甲基）丙烯酸酯的设备连接的热交换器中。

6、一种权利要求 1 的方法，其中已在所述热交换器中使用过的冷却了的冷却剂被作为液体冷却剂再使用。

7、一种权利要求 1 的方法，其中所述的待要气化的液态丙烯和/  
20 或丙烷的量是通过控制所述进入蒸发器中的液体冷却剂的量来调整的。

8、用于制备丙烯酸或丙烯醛的设备，包括，通过向所述蒸发器运送液体冷却剂而使引入到蒸发器中的液态丙烯和/或丙烷气化，并且同时通过回收液态丙烯和/或丙烷的潜热来制备冷却了的冷却剂的设备；使生成的气化的丙烯和/或丙烷进行催化气相氧化反应并由此  
25 制备含有丙烯酸或丙烯醛的气体的设备；和在与制备丙烯酸或丙烯醛的设备连接的热交换器中使用所述冷却了的冷却剂的设备。

9、一种权利要求 8 的设备，其中所述的用于制备所述冷却了的冷却剂的设备包括用于调整所述液体冷却剂温度的设备或用于调整其  
30 流量的设备。

10、一种权利要求 8 的设备，该设备进一步包括将用在所述热交换器中的冷却了的冷却剂循环到所述制备所述冷却了的冷却剂的设备中的设备。

## 丙烯酸的生产方法及用于生产丙烯酸的设备

5 本发明涉及一种丙烯酸的生产方法，例如，该方法包括：利用作为生产丙烯酸的原料的丙烯和/或丙烷在气化过程中产生的潜热制备冷却了的冷却剂，并将冷却了的冷却剂循环到在生产丙烯酸的设备里所使用的热交换器中，还涉及适用于上述方法的生产丙烯酸的设备。

已发现丙烯酸酯可用作丙烯酸类纤维共聚物的原料，用作增粘剂  
10 和粘合剂的乳液，和用作色漆、加工过的纤维、皮革制品和建筑物的原料。因此对丙烯酸酯的需求量增加。在这种情况下，公众已意识到需要开发一种能使用便宜原料、能大批量生产并且限制环境污染的任何增加的方法。用作这种丙烯酸酯原料的丙烯酸及其类似物现在通过例如丙烯的催化气相氧化反应来制备。

15 通过这种催化气相氧化反应来生产丙烯酸的方法的一个实例将借助于图 1 来说明，图 1 中描述了用粗线表示的丙烯酸原料的流动，用细线表示的冷却水的流动。

首先，该催化气相氧化反应需要以气相形式供应的原料，正如其名称恰如其份包含的。液态丙烯 14 通过丙烯蒸发器 3 气化，从蒸发器  
20 出来的气体丙烯与用于氧化反应的空气 16 混合，接着所得的混合物被供送到反应器 4。当丙烯例如在催化气相氧化反应催化剂存在的情况下与含分子氧的气体进行催化气相氧化反应时，得到了一种混合气体作为反应产物，该混合气体除了含有目标产物丙烯酸外，还含有诸如乙酸的副产物。所以通过催化气相氧化反应生成的反应产物气体  
25 被引入到丙烯酸吸收塔 5，在这里与丙烯酸吸收溶剂接触，由此被冷却和吸收，并且最终得到含有丙烯酸和副产物如乙酸的液体。然后，该液体中的溶剂在溶剂分离塔 6 中分离，接着在精制塔 7 中蒸馏并提纯，从而从含有副产物的液体中分离丙烯酸 18 并得到目的产物。

在这种情况下，丙烯酸吸收塔 5 中部分塔底液体被引入到与丙烯酸  
30 吸收塔连接的循环冷却器 9，通过与来源于液体冷却剂供应系统 1

的一部分的液体冷却剂交换热量来冷却，然后循环到丙烯酸吸收塔 5。顺便说一下，丙烯酸吸收塔 5 通常安装着适合于冷却丙烯酸吸收溶剂 21 的吸收溶剂冷却器 8，从而提高丙烯酸的吸收效率。从溶剂分离塔 6 的顶部出来的馏出液借助来源于液体冷却剂输送系统 1 的一部分的液体冷却剂在与溶剂分离塔 6 连接的冷凝器 10 中冷凝，由此回收溶剂 22。同样地，从精制塔 7 的顶部出来的馏出液借助来源于液体冷却剂输送系统 1 的一部分的液体冷却剂在与精制塔 7 连接的冷凝器 11 中冷凝，由此得到丙烯酸 18。由热交换产生的液体冷却剂可被供送到甲基丙烯酸和/或（甲基）丙烯酸酯的设备 12，在此进行热交换，然后送去使用。在任何情况下，装配液体冷却剂管线是为了能使该液体冷却剂从这些热交换器循环到液体冷却剂输送系统 1。顺便说一下，丙烯酸吸收塔 5 从其顶部排出废气 20。

迄今为止，为了利用高能量的蒸汽 17，通常将由压力控制器 24 控制的蒸汽 17 供送到蒸发器 3，由此气化液态丙烯。由热交换产生的蒸汽 17 的冷凝水被用作锅炉进料水是为了利用其显热。

但是，这种方法的缺点是，蒸汽压或输送的蒸汽 17 的量受到甚至很轻微的波动，都使丙烯气体的蒸汽压和干燥不稳定，因为蒸汽的能量高。因此，在通过催化气相氧化反应来制备丙烯酸时，反应气体的组成会变化并且反应体系自身的稳定性会降低。另外，在输送给丙烯酸吸收塔 5 的气体中丙烯酸的浓度也变化，结果，在塔的内部将发生聚合和阻塞，并且因为形成聚合物，吸收效率将会下降。吸收效率的下降降低了从丙烯酸吸收塔排出的吸收了丙烯酸的液体中丙烯酸的浓度，结果该塔的负荷将在由溶剂分离塔 6 分离溶剂的过程中升高。

在丙烯酸制备中，装配丙烯酸吸收塔 5、溶剂分离塔 6、精制塔 7 等是为了提纯通过催化气相氧化反应得到的丙烯酸，这些塔各自装配了大批的适合于利用热交换的原理增强吸收、分离和提纯效率的热交换器。作为这种性质的热交换器的具体例子，可安装丙烯酸吸收溶剂冷却器 8、与精制塔 7 连接的冷凝器 11 和与溶剂分离塔 6 连接的冷凝器 10。用在这些热交换器中的冷却水是从液体冷却剂输送系统 1 例如致冷器和/或冷却塔输送来的。由于冷却水的温度随季节变化，

就会有由于冷却水温度的升高而使热交换能力下降的情况。为避免温度的升高，就需要用于冷却液体冷却剂的另外的电能。

另外，关于溶剂分离塔 6，例如，从该塔顶部出来的馏出液被冷凝，并通过与溶剂分离塔连接的冷凝器 10 冷却。如果丙烯酸吸收塔 5 中的吸收效率下降，施加到后面的溶剂分离塔 6 上的负荷将可能会升高，施加于冷凝器 10 的负荷也因此升高。由于这种负荷的升高伴随有由于上述冷却水温度升高而导致的热交换能力的下降，从溶剂分离塔 6 顶部出来的馏出液不能被充分地冷凝或冷却。另外，该馏出液除溶剂外还含有丙烯酸、聚合副产物等。溶剂分离塔 6 通常在真空压力下操作。在这些复杂的情况下，馏出液的不充分冷凝可能会引起如增加分散于与冷凝器连接的真空设备中的可聚物料的量这种问题，并引起真空设备和其上安装的管道出现聚合和阻塞的不利情况。结果，控制塔的操作压力可能变得困难或甚至不能控制。另外，这些不利因素可能引起在溶剂分离塔中聚合，并产生如最终产品质量劣化这种麻烦。

迄今为止，由于供入蒸汽 17 而产生的形成聚合物的问题只通过周期性地除去沉积于此的聚合物来解决。

本发明人已精心地研究了制备丙烯酸的方法，并由此发现通过用液体冷却剂代替供送的蒸汽 17 作为丙烯蒸发器中气化丙烯的热源，能使反应气体被稳定地提供，同时，能使整个制备丙烯酸的系统稳定性更强，减少聚合和阻塞，更重要的是，能使迄今为止所需的用于冷却器的电能通过利用在上述气化过程中得到的冷却了的冷却剂而减少。本发明在这种发现的基础上进行了优化。

具体地，本发明的任务是通过下列第（1）项和第（2）项实现的。

（1）一种用于制备丙烯酸或丙烯醛的方法，其特征在于通过向蒸发器提供液体冷却剂而使引入到蒸发器中的液态丙烯和/或丙烷气化，同时，通过回收液态丙烯和/或丙烷的潜热来制备冷却了的冷却剂，使制成的气化的丙烯和/或丙烷进行制备含丙烯酸或丙烯醛的气体的催化气相氧化反应，在与制备丙烯酸或丙烯醛的设备连接的热交

换器中使用冷却了的冷却剂。

(2) 用于制备丙烯酸或丙烯醛的设备，包括：通过向蒸发器提供液体冷却剂而使引入到蒸发器中的液态丙烯和/或丙烷气化，并同时通过回收液态丙烯和/或丙烷的潜热来制备冷却了的冷却剂的设备，使制成的气化的丙烯和/或丙烷进行制备含丙烯酸或丙烯醛的气体的催化气相氧化反应的设备，和在与制备丙烯酸或丙烯醛的设备连接的热交换器中使用冷却了的冷却剂的设备。

根据本发明，与使用蒸汽的传统方法相比，由于潜热是通过液体冷却剂回收的，丙烯和/或丙烷的气化可以稳定地进行，并且对反应器中丙烯的供应可以稳定地实现。结果，在丙烯酸吸收塔、溶剂分离塔、精制塔等中的吸收和蒸馏可以稳定地进行，并且最终产品在质量上得到了改进。同时，在丙烯酸的制备过程中，通过在热交换器中使用由上述方法制备的冷却水，能降低供冷却用的能量消耗。

图 1 是一个说明通过催化气相氧化反应制备丙烯酸的传统方法的一个实施例的简图，用粗线表示丙烯酸原料的流动，用细线表示冷却水的流动。

图 2 是一个说明通过以水作为液体冷却剂和以丙烯作为原料的两步反应制备丙烯酸的一个本发明优选实施例的简图。

图 3 是一个说明通过使用盐水作为液体冷却剂制备丙烯酸的一个本发明优选实施例的简图。

本发明第一方面在于一种用于制备丙烯酸或丙烯醛的方法，其特征在于通过向蒸发器供送的液体冷却剂而使引入到蒸发器中的液态丙烯和/或丙烷气化，并同时通过回收液态丙烯和/或丙烷的潜热制备冷却了的冷却剂，使制成的气化的丙烯和/或丙烷进行制备含丙烯酸或丙烯醛的气体的催化气相氧化反应，并在与制备丙烯酸或丙烯醛的设备连接的热交换器中使用冷却了的冷却剂。

迄今为止，通常在气化液态丙烯和/或丙烷中使用蒸汽 17。由于蒸汽的能量高，即使是压力或供送的量的轻微波动都会改变供送到反应器中用于催化气相氧化反应的反应气体的组成，并使催化气相氧化反应本身失去稳定性。但是，本发明能够通过使用液体冷却剂代替蒸

汽 17 来稳定气化本身，并且还稳定了整个反应系统和制备丙烯酸的全部后续步骤。迄今为止，由使用蒸汽 17 产生的冷凝水几乎没再被用作锅炉进料水以利用其显热。但是，由于液体冷却剂的使用，本发明能够通过气化得到大量的冷却了的冷却剂，并能通过使用所得到的冷却了的冷却剂减少在制备丙烯酸的过程中的热交换器里所消耗的电能。用于本发明的术语“液体冷却剂”是指用于气化要用作制备丙烯酸或丙烯醛的原料的液态丙烯和/或丙烷的冷却剂。该液体冷却剂仅需要在供入蒸发器 3 时保持液态，而在循环到其它热交换器或在使用之后允许被气化或被固体化。术语“冷却了的冷却剂”是指已与液态丙烯和/或丙烷交换了热量并因此比在热交换以前降低了温度的上述液体冷却剂。在本发明中，由于冷却了的冷却剂被循环入并应用于热交换器中，经历热交换，并且其温度在热交换器中交换热量以后必然要升高。即使在这种情况下，为了方便的缘故，也采用了“冷却了的冷却剂”这种表达方式。因此，当冷却了的冷却剂循环地用于制备丙烯酸的步骤中时，该冷却了的冷却剂在其回收热量以后被送到蒸发器。当冷却了的冷却剂在蒸发器中是液态时，符合本说明书中定义的“液体冷却剂”的表述。以下将要使用的“反应器中用于循环的传热介质”的表述是指用于催化气相氧化反应的反应器壳体中循环的热介质。

20 现在，作为本发明优选实施方案的一个实例，通过以水作为液体冷却剂和以丙烯作为原料的两步催化反应来进行的丙烯酸的制备将参照图 2 详细说明。在下文中将使用的图 2 和图 3 中，用粗线表示制备丙烯酸的原料的流动和制备丙烯酸用的管线，用细线表示液体冷却剂和冷却了的冷却剂的流动。

25 起初，从液体冷却剂输送系统 1 输送来的液体冷却剂经管线 L1 被引入到丙烯蒸发器 3 以气化液态丙烯。蒸发器 3 与用于引入液体丙烯的管道连接，并且蒸发器 3 中有能引入液体冷却剂的空的空间，并且蒸发器 3 能通过热交换的原理来气化液态丙烯，结果是液体冷却剂将被转化成冷却了的冷却剂。

30 水或盐水可被用作液体冷却剂。作为水，可以使用工业用水、城



市用水或其它水。众所周知盐水有多种类型例如乙二醇、甲醇和其它水溶液。本发明能使用盐水作为已知的液体冷却剂循环到热交换器中。盐水与水相比的优点在于在低温下保持液态，并能根据其组成调整保持液态的最低温度。对作为液体冷却剂的水或盐水的选择和关于所要使用的盐水组分的种类的问题可适当地确定以适合使用的种类和使用的目的。

本发明的制备方法对待要供送到蒸发器 3 的液体冷却剂的温度没有特别的限制。这是因为只要液体冷却剂在被引入蒸发器 3 时处于液态，它就能够稳定反应系统，并能减少冷却用的能量。在液态丙烯和 / 或丙烷的气化过程中，温度范围是 0-50℃，优选 5-40℃，特别优选 5-35℃。采用这个温度范围的原因将在下面详细说明。

首先，蒸发器 3 中液态丙烯 14 的蒸发温度随蒸发器中丙烯的饱和蒸汽压变化。由于该饱和蒸汽压能通过被引入到蒸发器 3 中的液态丙烯 14 的操作压力来控制，因此通过调整液态丙烯 14 的操作压力，该蒸发温度可被设置为一个任意值。液态丙烯 14 的气化要求蒸发温度要低于待要供送的液体冷却剂的温度，并且这必然将伴有内部压力下降，内部压力即蒸发器的操作压力。但是，操作压力的降低引起气化丙烯比容的增加，并因此要求蒸发器 3 本身的容积增大以使蒸发器 3 中的蒸发速率保持在一个合适的值。具体地，当液体冷却剂的温度下降到低于 0℃ 时，就有必要增大蒸发器 3 的容积，作为一种自然的结果，就有必要扩大气化丙烯所流经的管线。在停止操作过程中或在错误操作过程中，因为蒸发器 3 中丙烯的温度上升到与供送的液体冷却剂相同的温度，所以蒸发器 3 的内部处于高压。因此，蒸发器 3 必须设计成有承受过剩压力的能力。

相反地，根据上述理论和实践，当液体冷却剂温度很高时，由于操作压力的升高，蒸发器 3 的容积可以减少。当液态丙烯 14 通过液态丙烯贮罐（未示出）的内部压力即通过其本身的压力供送到蒸发器 3 时，由于贮罐的内部压力随环境温度变化，通过其本身的压力供送液态丙烯变得困难，因此，有必要装配高排出压力进料泵（未示出）。特别地，在错误操作情况下，当液体冷却剂的温度很高时，蒸

蒸发器 3 中的压力会异常地升高。具体地，当液体冷却剂的温度超过 50℃ 时，蒸发器 3 和与其连接的管道的设计压力将升高到类似于传统的使用蒸汽的压力。考虑到上述事实，本发明通过将液体冷却剂的温度设置在上述 0-50℃ 范围内，使蒸发器 3 和与其连接的管线能够降低设计压力和承受压力的能力，从而减小其尺寸，得到极好的效果。

得到的冷却了的冷却剂的温度随每单位时间引入到蒸发器 3 的液体冷却剂的流量和/或每单位时间引入到蒸发器 3 的液态丙烯和/或丙烷 14 的流体体积变化。但是，本发明优选使用满足上述特定范围的液体冷却剂，并制得温度范围在 -10-40℃，优选 -5-35℃，特别优选 0-35℃ 的冷却了的冷却剂。为得到温度低于 -10℃ 的冷却了的冷却剂，则有必要降低液体冷却剂的量，并且制备要循环到制备丙烯酸的方法中所使用的热交换器里的冷却了的冷却剂是困难的。如果冷却了的冷却剂的温度超过 40℃，得到的液体冷却剂的量将过度地增加，并且这会导致生产效率降低，原因是需要对冷却了的冷却剂进行进一步冷却，以使其适于用在丙烯酸制备过程中所运作的无论哪个热交换器中。蒸发器 3 的蒸发压力优选范围是 0.2-2MPa 表压。

本发明可以通过以下方法来达到将液体冷却剂的温度设定在上述范围内的目的：给液体冷却剂供给系统 1 装配液体冷却剂温度控制器 23 和供送温度已调整到上述范围的液体冷却剂。另外，为调整待要供送到蒸发器 3 的液体冷却剂的温度和液体冷却剂的量，可将压力控制器 24 或气体流速控制器 25 安装在蒸发器 3 和反应器 4 之间。

在本发明中，从上述液体冷却剂热交换中得到的冷却了的冷却剂可同样在其它热交换器里用作液体冷却剂。假使冷却了的冷却剂通过管线 2 传送并由致冷器 13 进一步冷却，其结果将变成优选的，以使冷却了的冷却剂具有适合用在其它热交换器里的温度。当冷却了的冷却剂的温度很高时，可在致冷器 13 中另外安装液体冷却剂温度控制器 26 以调整冷却了的冷却剂的温度。这种另外安装的原因是调节温度从而获得稳定用于供送冷却了的冷却剂的热交换器里的冷却和冷凝的结果。

在本发明中，其温度已通过致冷器 13 调整的冷却了的冷却剂被

用作与制备丙烯酸的设备连接的至少一种热交换器里的液体冷却剂。这些热交换器包括例如与丙烯酸吸收塔 5 连接的吸收溶剂冷却器 8，与丙烯酸吸收塔连接的循环冷却器，与溶剂分离塔 6 连接的冷凝器 10 和与精制塔 7 连接的冷凝器 11。

5       例如致冷器 13 经管线 3 将冷却了的冷却剂供送到与丙烯酸吸收塔 5 连接的吸收溶剂冷却器 8。由于为了高效地吸收丙烯酸，吸收溶剂的温度优选低温，吸收溶剂通常在被供送到丙烯酸吸收塔 5 之前在热交换器里冷却，该冷却步骤所用的液体冷却剂从另一个冷却系统引入。在本发明中，可通过使用上述冷却了的冷却剂作为循环到冷却器  
10   8 中的液体冷却剂来降低冷却消耗的能量。当冷却了的冷却剂循环到冷却器 8 时，其温度适当地在 0—35℃ 范围内，优选在 5—30℃ 范围内。为了制备具有上述合适温度的冷却了的冷却剂，优选安装上述液体冷却剂温度控制器 26。

通常给吸收塔 5 装配用于冷却从反应器 4 供送的含丙烯酸的气体  
15   所携带的部分热量的循环冷却器 9，因此能使上述气体进入塔底的循环部分，同时，从塔顶能供送冷却的丙烯酸吸收溶剂 21，结果是塔顶温度和丙烯酸吸收效率将分别保持在预定值。作为用在循环冷却器 9 中的液体冷却剂，本发明能使用如上述制备的冷却了的冷却剂。顺便说一下，在蒸发器中制备的和/或通过液体冷却剂温度控制器调整  
20   的冷却了的冷却剂的温度不总是要求与被供送到冷却器 8 和 9 等的冷却了的冷却剂的温度相等。例如，待要循环到循环冷却器 9 的冷却了的冷却剂，不需要限定为由致冷器 13 冷却的冷却了的冷却剂。可换用通过了致冷器 13 的由蒸发器 3 伸出来管线 2 的支线回收的冷却了的冷却剂。当冷却了的冷却剂循环到循环冷却器 9 时，其温度适于  
25   在 0-40℃ 范围内，优选在 5-35℃ 范围内。已经在循环冷却器 9 中进行了热交换的冷却了的冷却剂经管线 5 被引入，并且已经在冷却器 8 中进行了热交换的冷却了的冷却剂经管线 4 被引入，并且将它们混合。优选混合不同温度的冷却了的冷却剂，并优选将生成的混合的冷却了的冷却剂经管线 6 返回到液体冷却剂供送系统 1 并作为液体冷却  
30   剂再利用。

从致冷器 13 排出的冷却了的冷却剂可以通过管线 3 的支线前进，并循环到与溶剂分离塔 6 连接的冷凝器 10，并在此作为液体冷却剂用于热交换。作为用于该目的的冷却了的冷却剂已经由致冷器 13 冷却的那种被证实是良好的。当冷却了的冷却剂循环到冷凝器 10 时，其温度适于在 0—35℃ 范围内，优选在 5—30℃ 范围内。顺便说一下，为制备具有上述合适温度的冷却了的冷却剂，可给冷凝器 10 安装温度控制器。已经进行了热交换的冷却了的冷却剂可以从冷凝器 10 通过管线 7 前进，并被加入到管线 6 的流体中，再次返回到液体冷却剂输送系统 1 并作为液体冷却剂再利用。

制备丙烯酸的方法除上述丙烯酸吸收塔和溶剂分离塔外，通常还包括丙烯酸精制塔 7。当丙烯酸精制塔 7 包含在本方法中时，上述冷却了的冷却剂可用作液体冷却剂用于与丙烯酸精制塔 7 连接的热交换器，例如，与精制塔连接的冷凝器 11。当冷却了的冷却剂循环到这样一个热交换器时，其温度适于在 20—35℃ 范围内，优选在 20—30℃ 范围内。丙烯酸的蒸汽是从丙烯酸精制塔 7 的顶部蒸馏出来的，接着由与精制塔连接的冷凝器 11 冷却以得到丙烯酸。同时，含副产物的液体 19 从塔底回收。顺便说一下，在与溶剂分离塔连接的冷凝器 10 中或与精制塔连接的冷凝器 11 中已用过的液体冷却剂经管线 7 和管线 8 传送，并与通过管线 6 的流体混合，返回到液体冷却剂输送系统 1，并作为液体冷却剂再利用。当上述制备丙烯酸的设备与制备甲基丙烯酸和/或（甲基）丙烯酸酯的设备 12 连接时，上述液体冷却剂可作为设备 12 中热交换用的液体冷却剂输送，并且通过管线 9 前进的已经进行了热交换的液体冷却剂与通过该管线的流体混合，并再返回到液体冷却剂输送系统 1，并作为液体冷却剂再利用。

列举了一个通过利用反应器 4、丙烯酸吸收塔 5、溶剂分离塔 6 和精制塔 7 的一系列操作来制备丙烯酸的方法中所用的冷却了的冷却剂的实例。本发明允许将冷却了的冷却剂用在安装在除制备丙烯酸的设备外的设备中的热交换器内，以及用在安装在还与丙烯酸制备设备相连的设备（如制备甲基丙烯酸和/或（甲基）丙烯酸酯的设备 12）中的热交换器内。当从通过气化所得的冷却了的冷却剂的量计算出的

冷却了的冷却剂的热量超过与制备丙烯酸的流程连接的热交换器中冷却所需的全部热量时，当冷却了的冷却剂的热量因冷却了的冷却剂已进一步通过致冷器 13 冷却而过量时，以及当用于冷却的冷却了的冷却剂因其仅用在制备丙烯酸的方法中包括的部分热交换器中而过量时，这些过量的冷却了的冷却剂可以有效地用在上述设备中而不是被废弃。而且，冷却了的冷却剂的使用不仅导致用于冷却的能量消耗的减少，而且还通过有效地利用丙烯气化过程产生的潜热来稳定制备流程。例如，来自管线 3 的部分冷却了的冷却剂可被循环到并用在与制备甲基丙烯酸和/或（甲基）丙烯酸酯的设备 12 连接的热交换器中。

10 已经在这个设备中进行了热交换的冷却了的冷却剂可通过管线 9 前进，并与通过管线 6 的流体混合。特别地，当丙烯酸进一步酯化以制备丙烯酸酯时，被供送到并用在与制备酯类的设备连接的热交换器里的冷却了的冷却剂，可以带来简化冷却了的冷却剂传送管线安装的优点。

15 顺便说一下，当丙烯酸吸收塔 5、溶剂分离塔 6、精制塔 7 等为两个以上时，或例如当两个以上的冷却器与一个丙烯酸吸收塔连接时，冷却了的冷却剂可被供送到任何一个或全部相关单元中。

另外，本发明在冷却了的冷却剂已用于热交换以后，可排出冷却了的冷却剂，然而优选的例如是将不同温度值的冷却了的冷却剂进行混合并返回到和再用在与冷却塔连接的液体冷却剂供送系统 1。冷却了  
20 了的冷却剂的大量排出从环境保护和经济观点上看是不利的。本发明的优点还在于循环使用液体冷却剂能对环境保护作出贡献。可以用装置 29 将循环到液体冷却剂供送系统 1 中的冷却了的冷却剂经管线供送到液体冷却剂组中并在此使用，在此使用以后，经管线 10 向前流  
25 动并与管线 6 中的流体混合，并循环到液体冷却剂供送系统 1。

现在，详细说明从蒸发器 3 排出的丙烯和/或丙烷的供送路线。例如，通过蒸发器 3 气化了了的丙烯与从惰性气体供送路线和空气供送路线（说明在此省略）通过的惰性气体和/或空气混合，由此生成的反应气体被供送到反应器 4。另外，本发明能通过适当地控制引入到  
30 如上所述的蒸发器 3 中的液体冷却剂的量来调整待气化的丙烯和/或

丙烷 14 的量。即，本发明能通过调整待要引入的液体冷却剂的量而在制备丙烯酸酸的步骤中稳定转化率和产量。从蒸发器 3 供给来的并引入到反应器 4 中的气化的丙烯和/或丙烷的量的调整可以通过使用安装在该管线上的气体流速控制器 25 调整气体流速来实现。

5 在本发明中，丙烯与含分子氧的气体的催化气相氧化反应可在迄今为止已知的方法所采用的条件下进行。例如，就丙烯而言，用于反应的反应气体具有合适的丙烯浓度的范围是 3-15 体积%，含分子氧的气体与丙烯的比率为 1-3，并包含氮气、蒸汽、碳氧化物和丙烷等。

10 作为含分子氧的气体的来源，使用空气是有利的。富含氧的空气和提纯的氧，可任选地替换使用。这种气体源是通过单程方式或循环方式供给的。值得推荐的是，反应温度是在  $250^{\circ}\text{C}$ — $450^{\circ}\text{C}$  范围内，反应压力在绝对压力 0.1-0.5 MPa 范围内，并且空间速度在  $500-3000\text{h}^{-1}$  (STP) 范围内。

15 尽管反应器 4 不需要因为种类而特别地区分，可以优选使用壳管式反应器，因为它对热交换是有效的。

作为要装填到反应器 4 中的用于通过两段催化气相氧化反应制备丙烯酸酸的催化剂，通常用于通过反应气体的气相氧化反应制备丙烯醛的氧化催化剂可用作前段催化剂。同样，后段催化剂不需要特别地区分。例如，可以使用常用于通过反应气体的气相氧化反应制备丙烯酸酸的氧化催化剂，所述的反应气体主要含有通过两段催化气相氧化反应方法中的前段得到的丙烯醛。

作为前段催化剂的具体实例，可列举出由通式  $\text{Mo}_a-\text{Bi}_b\text{Fe}_c-\text{A}_d-\text{B}_e-\text{C}_f-\text{D}_g-\text{O}_x$  表示的组合物（其中 Mo、Bi 和 Fe 分别表示钼、铋和铁，A 表示选自镍和钴的至少一种元素，B 表示选自碱金属和铊的至少一种元素，C 表示选自磷、铋、锰、铈、碲、钨、铈和铅的至少一种元素，D 表示选自硅、铝、锆和钛的至少一种元素，O 表示氧，a、b、c、d、e、f、g 和 x 分别表示 Mo、Bi、Fe、A、B、C、D 和 O 的原子比，它们分别为  $b=0.1-10$ ， $c=0.1-10$ ， $d=2-20$ ， $e=0.001-5$ ， $f=0-5$  和  $g=0-30$ ，当  $a=12$  是定值时，x 表示由相关元素

的氧化态决定的值)。

作为后段催化剂的具体实例，可列举出由通式  $\text{Mo}_a-\text{V}_b-\text{W}_c-\text{Cu}_d-\text{A}_e-\text{B}_f-\text{C}_g-\text{O}_x$  表示的组合物（其中 Mo 表示钼，V 表示钒，W 表示钨，Cu 表示铜，A 表示选自锑、铋、锡、铌、钴、铁、镍和铬的至少一种元素，B 表示选自碱金属、碱土金属和铈的至少一种元素，C 表示选自硅、铝、锆和铈的至少一种元素，O 表示氧，a、b、c、d、e、f、g 和 x 分别表示 Mo、V、W、Cu、A、B、C 和 O 的原子比，它们分别为  $b=2-14$ ， $c=0-12$ ， $d=0.1-5$ ， $e=0-5$ ， $f=0-5$  和  $g=0-20$ ，当  $a=12$  是定值时，x 表示由相关元素的氧化态决定的值）。

催化剂不需要特别地区分其形状，而可以是球形、圆柱体、圆筒等形状。催化剂可以通过诸如载体成型、挤压成型和压片成型的方法制成。催化物质沉淀在耐熔载体上的一类催化剂是特别有用的。

丙烯酸的制备是通过在上述条件下将反应气体引入到前段催化剂层，然后直接地或在加入空气和蒸汽以后，将所形成的主要含丙烯醛的气体引入到后段催化剂层来完成的。

具体地，为制备丙烯酸，向反应器 4 中的反应管道里装填氧化催化剂（后段催化剂）和通过前段反应制得的含丙烯醛的气体，或必要时，装填通过向被供送到反应管道中的气体中加入空气、氧气或蒸汽制成的混合气体，此时的反应温度（反应器中催化剂的温度）在  $100-380^\circ\text{C}$  范围内，优选  $150-350^\circ\text{C}$ ，并且空间速度范围是  $300-5,000\text{hr}^{-1}$  (STP)，并使其进行后段反应来制备丙烯酸。

顺便说一下，含丙烯醛的气体的制备不需要限定为上述这种两段催化气相氧化反应，而是可以通过使用分别用于两个阶段的不同的反应器并进行两段或多段反应来实现。在这种情况下，通过一段催化气相氧化反应制备含丙烯醛的气体。同样地，可用丙烷代替丙烯，回收潜热并将其用在制备丙烯酸的设备中。

反应器 4 产生大量的反应热。作为为除去这些反应热而在反应器里循环的热介质，迄今为止的本领域任何已知的热介质都可以使用。作为在反应器里循环的热介质的具体实例，可列举出熔盐、硝石和苯

基醚型的热介质，该热介质是道氏热载体型有机热介质。因除去了反应管道的热量而升温的反应器热介质在与反应器连接的热交换器中被冷却。

然后，从反应器 4 排出的含丙烯酸的气体 20 被供送到丙烯酸吸收塔 5。在吸收塔 5 中，吸收溶剂 21 经吸收溶剂冷却器 8 被供送到吸收塔 5，并在此用于制备含丙烯酸的溶液。从吸收塔 5 顶部排出的废气 20 或者排出或者循环。通过使用冷却的丙烯酸吸收溶剂 21，能够改进丙烯酸吸收塔 5 中丙烯酸吸收的效率。

作为吸收塔 5 中的吸收溶剂 21，可使用任何已知的吸收溶剂例如如水、含有机酸的水，和具有高沸点的溶剂例如不活泼的疏水有机溶剂（以二苯基醚和联苯为代表）。例如，当水用作吸收溶剂 21 时，在制备丙烯酸通常所使用的条件下，在丙烯酸吸收塔 5 中制得的丙烯酸水溶液通常含有 50-80 质量%范围的丙烯酸，1-5 质量%范围的乙酸和 20-40 质量%范围的水。这些浓度随反应器或吸收塔中氧化反应操作条件变化。顺便说一下，丙烯酸吸收塔顶部的温度优选在 40-70℃ 范围内。

接着，含丙烯酸的溶液被供送到溶剂分离塔 6，并在此分离成丙烯酸和溶剂。从该塔顶部排出的馏出液通过与该塔连接的冷凝器 10 冷凝和冷却。如果采用比丙烯酸沸点低的溶剂例如水作为吸收溶剂，则丙烯酸从塔底回收。如果使用上述高沸点溶剂，则丙烯酸从塔的中部回收。在任何情况下，当使用这种溶剂时，该塔可在迄今为止已知的使用条件下操作。甚至当为制得丙烯酸产品，要求溶剂分离塔后面有丙烯酸精制塔时，精制塔的操作可在迄今为止本领域已知的条件下进行。

当需要精制塔时，给该塔另外装配实现从该塔顶部排出的馏出液的冷凝和冷却作用的冷凝器 11。作为在该冷凝器 11 中使用的液体冷却剂，可使用通过上述气化作用制备的冷却了的冷却剂。上述已用在冷凝器 11 中的液体冷却剂可被循环到液体冷却剂供送系统 1。顺便说一下，图 2 和图 3 中描述了使用比丙烯酸的沸点低的溶剂作为丙烯酸吸收溶剂的方法，和从溶剂分离塔 6 的底部回收含丙烯酸的溶液的



方法。

制备丙烯酸的方法包括下列步骤：通过使用高沸点的溶剂来吸收丙烯酸并将从溶剂分离塔 6 得到的丙烯酸进行进一步精制的丙烯酸制备步骤；利用至少一个蒸发器得到气化的丙烯和/或丙烷的步骤，即使当所得的冷却了的冷却剂被用于热交换时，上述制备丙烯酸的方法也符合本发明说明书中所用的“制备丙烯酸的方法”的设想。因此，本发明所设想的用于制备丙烯酸的方法，不限于这种简单制备丙烯酸的情况，而是包括其步骤延伸到制备丙烯酸酯的步骤的情况。

在包括如上所述由丙烯酸来制备丙烯酸酯的方法的情况下，丙烯酸例如从溶剂分离塔 6 的塔底回收，并被传送到酯化丙烯酸的步骤中，以其未改性的形式用作制备丙烯酸酯的原料。该制备丙烯酸酯的步骤包括分离轻馏分步骤、分离重馏分步骤和丙烯酸酯的精制步骤。通常，这些步骤中的设备各自与冷却器和冷凝器连接以进行热交换。本发明能使通过上述气化作用制备的冷却了的冷却剂用于上述这种热交换。

现在，通过使用盐水作为液体冷却剂制备丙烯酸的情况将在下面参照图 3 详细说明。图 3 与图 2 共用相同的参考号数和管线符号。

将用作液体冷却剂的盐水利用液体冷却剂传送泵 28 从液体冷却剂贮罐 27 经管线 11 传送到液体冷却剂加热器 2。当向液体冷却剂贮罐 27 另外装配液体冷却剂温度控制器 23 时，则不再需要装配在管线 11 的一部分中液体冷却剂加热器 2。但是，特别地，盐水比水能够保持低温。如果制备（甲基）丙烯酸和/或（甲基）丙烯酸酯并包含冷却了的冷却剂循环使用的设备，例如，其中部分设备暂停操作，这些情况下的液体冷却剂的温度下降到极低的值。因此，在这种情况下，优选通过使用液体冷却剂加热器 2 使液体冷却剂的温度控制在 0-50℃范围内，然后经管线 1-1 将其引入到蒸发器 3。当使用盐水时，例如，通过将含有浓度为 30 质量%的乙二醇的盐水在 0-30℃温度范围内供送到蒸发器 3，就能够得到-5-25℃温度范围内的冷却了的冷却剂。

当给设备装配了管线以使用在任何与该设备相联的热交换器中的

冷却了的冷却剂可以在液体冷却剂贮罐 27 回收时，就能够在液体冷却剂贮罐 27 中贮存已用过的冷却了的冷却剂，并能使用安装在与该罐连接的管线 11 中的液体冷却剂传送泵 28 将液体冷却剂从该罐传送。当液体冷却剂贮罐 27 如上所述放置时，可以分离在传送液体冷却剂的管线中积累的压力和可能微量渗漏到液体冷却剂中的不冷凝的气体。特别地，因为盐水与水相比可以成为更低温的冷却了的冷却剂，该液体冷却剂可以仅是部分地循环到蒸发器 3 中并用来代替全部循环到蒸发器 3 的冷却了的冷却剂。例如，从液体冷却剂传送泵 28 通过管线 11 流动的部分液体冷却剂循环到并冷却在蒸发器 3 中，向前流经冷却了的冷却剂的管线 2 流向蒸发器 3，并与通过管线 11 的流体混合。通过上述冷却得到的冷却了的冷却剂其温度不同于流经管线 11 和管线 2 的液体冷却剂的温度。随后当管线 12 置于汇集点时，冷却了的冷却剂可向前通过管线 12 直接到达与丙烯酸吸收塔连接的循环冷却器 9 并在此用作冷却了的冷却剂。冷却了的冷却剂可通过管线 12 传送到致冷器 13，在此进一步冷却，随后向前到达与丙烯酸吸收塔连接的循环冷却器 9 并在此用作冷却了的冷却剂。

已经通过蒸发器 3 气化的丙烯被供送到反应器 4。从这点向前，冷却了的冷却剂的循环和使用以及反应气体向反应器的供送与图 2 所述相同。

图 3 描述了使用盐水作为液体冷却剂和另外装配例如液体冷却剂贮罐 27 的情况。图 3 的结构能用水作为液体冷却剂。同样地，图 2 的结构能用盐水作为液体冷却剂。

本发明第二方面在于制备丙烯酸或丙烯醛的设备，包括：通过供送液体冷却剂到蒸发器中而使引入到蒸发器的液态丙烯和/或丙烷气化，并同时通过回收液态丙烯和/或丙烷的潜热制备冷却了的冷却剂的设备；使气化的丙烯和/或丙烷进行催化气相氧化反应并由此制备含丙烯酸或丙烯醛的气体的设备；在与制备丙烯酸或丙烯醛的设备连接的热交换器里使用冷却了的冷却剂的设备。

丙烯酸是通过丙烯和/或丙烷的催化气相氧化反应由丙烯醛制得的。本发明的制备设备回收液态丙烯和/或丙烷的潜热，并能稳定制

备丙烯酸或丙烯醛的流程，因此，制备出高质量的丙烯酸并降低了设备（例如制备流程中的热交换器）中用于冷却所消耗的电能。

在本发明的设备中，作为“通过供送液体冷却剂到蒸发器中而使引入蒸发器的液态丙烯和/或丙烷气化并同时通过回收液态丙烯和/或丙烷的潜热制备冷却了的冷却剂的设备”，可列举出在图 2 和图 3 中说明的蒸发器 3。当向蒸发器 3 中用于液化丙烯的管线供送丙烯，同时液体冷却剂被引入到与该管线连接的蒸发器 3 的内部时，热交换在丙烯和液体冷却剂之间进行，结果液体冷却剂通过回收液态丙烯气化产生的潜热而冷却，并因此能够制备冷却了的冷却剂。用于制备冷却了的冷却剂的设备可装配有：用于贮存液体冷却剂的液体冷却剂供送系统 1，用于加热液体冷却剂到适于气化的适当温度的加热器，以及用于测量液体冷却剂温度然后调整该液体冷却剂到适于向作为将液体冷却剂通过热交换转化成冷却了的冷却剂的辅助设备的蒸发器 3 供送液体冷却剂的适当温度的液体冷却剂温度控制器 23。

然后，作为“使气化的丙烯和/或丙烷进行催化气相氧化反应并由此制备含丙烯酸或丙烯醛的气体的设备”，可列举出用于催化气相氧化反应的反应器 4。反应器 4 的种类及其使用条件可以使用现有技术中所用的制备丙烯酸的种类和条件。

作为“在与制备丙烯酸或丙烯醛的设备连接的热交换器中使用冷却了的冷却剂的设备”，可列举出从蒸发器 3 连接到各种热交换器的管线，如管线 2、3 和 11，以及各种热交换器。管线可包括调整温度的设备例如用于冷却了的冷却剂的液体冷却剂温度控制器 26 和作为调整流速的设备的气体流速控制器 25，并且它们可被另外装配上用于进一步冷却冷却了的冷却剂的致冷器 13 和液体冷却剂温度控制器 26。

本发明的制备设备可包括“将用在热交换器里的冷却了的冷却剂循环到制备冷却了的冷却剂的设备中的设备”。作为该循环设备的具体例子，包括将被循环到热交换器中的冷却了的冷却剂循环到液体冷却剂供送系统 1 的管线，即管线 4、5、6、7、8、9 和 11。这些管线可被另外装配上液体冷却剂传送泵 28。

本发明有效地利用习惯上被排出的潜热，并因此能使冷却用的能量消耗减少。所以，本发明在各种热交换器的操作中，避免了对迄今为止必不可少的输电线分布的需要。

### 实施例

5 现在，将参照实施例更具体地在下面描述本发明。

#### （制备催化剂的实施例）

在 150 升保持加热和搅拌的净化水中，溶解 100kg 钼酸铵和 6.3kg 仲钨酸铵。向该溶液中滴加入硝酸盐水溶液，该硝酸盐水溶液是这样制得的：将 55kg 硝酸钴在 100 升净化水中的溶液、19kg 硝酸铁在 30 升净化水中的溶液以及 22.9kg 硝酸铋在掺混了 6 升浓硝酸的 30 升净化水中的溶液混合。继续向其中加入 14.2kg 的 20 质量%的硅溶胶水溶液和 0.29kg 硝酸钾在 15 升净化水中的溶液。将这样得到的悬浊液在搅拌的情况下加热，蒸发到干燥的程度，然后干燥和雾化。制成的粉末成型为直径 5mm 的圆筒形，并在空气流下于 460℃ 焙烧 6 小时以制成催化剂。

#### （实施例 1）

通过使用图 2 中说明的制备设备来制备丙烯酸。首先，从液体冷却剂输送系统 1，将通过液体冷却剂温度控制器 23 将温度已调整到 30℃ 的水在 70m<sup>3</sup>/h 流量下输送到丙烯蒸发器 3。同时将液态丙烯在 2500kg/h 流量下输送到蒸发器 3。丙烯的蒸汽压力是表压 0.6MPa。结果，温度为 27℃ 的冷却了的冷却剂在 70m<sup>3</sup>/h 流量下制得。该冷却了的冷却剂进一步通过使用致冷器 13 而被冷却到 20℃。

该冷却了的冷却剂被循环到并使用在：吸收溶剂冷却器 8，与溶剂分离塔连接的冷凝器 10，与精制塔连接的冷凝器 11。使用过的冷却了的冷却剂被引入到液体冷却剂输送系统 1 并作为液体冷却剂再使用。温度为 27℃ 的冷却了的冷却剂经管线 2 被直接输送到与丙烯酸吸收塔连接的循环冷却器 9。

在用于催化气相氧化反应的反应器 4 中的反应管道里装填 5.6m<sup>3</sup> 的从制备实施例中得到的催化剂（组成：摩尔比为钼：12，铋：1，铁：1，钴：4，钨：0.5，硅：1 和钾：0.06）。反应气体由 6 体积%

丙烯、12 体积%氧气、9 体积%蒸汽和 73 体积%氮等组成。引入反应气体使其在催化剂上获得 2 秒的停留时间。结果如下所示。

蒸发器中丙烯气体压力的波动：不超过 $\pm 2\text{KPa}$ 。

致冷器中的能量消耗：467MWh/Y

5 开始操作后瞬间的丙烯酸的吸收效率：99.5%

操作 6 个月后的丙烯酸的吸收效率：99.4%

操作 1 年后的丙烯酸的吸收效率：99.2%

由于聚合而暂停设备的次数：0/年

(对比例 1)

10 丙烯酸是按照实施例 1 的步骤制备的，但用温度为  $120^{\circ}\text{C}$ 、在  $390\text{ kg/h}$  流量体积下表压为  $0.1\text{MPa}$  的饱和蒸汽代替液体冷却剂供送到丙烯蒸发器 3；在未获得任何冷却了的冷却剂的热交换后排出蒸汽；所得的用于在连接的设备中进行热交换的热源全部来自于液体冷却剂供给系统和致冷器。丙烯的蒸汽压是表压  $1.0\text{MPa}$ 。结果如下所示。

蒸发器中丙烯气体压力的波动：不超过 $\pm 10-20\text{KPa}$ 。

致冷器中的能量消耗：937MWh/Y

开始操作后瞬间的丙烯酸的吸收效率：99.5%

操作 6 个月后的丙烯酸的吸收效率：97.2%

20 操作 1 年后的丙烯酸的吸收效率：无法测量

由于聚合而暂停设备的次数：2/年

(实施例 2)

通过使用图 3 中说明的制备设备来制备丙烯酸。首先，从液体冷却剂供给系统 1，将通过液体冷却剂温度控制器 23 将温度已调整到  
25  $12^{\circ}\text{C}$  的盐水（30 质量%的乙二醇水溶液）在  $120\text{m}^3/\text{h}$  流量下供送到丙烯蒸发器 3。丙烯的蒸汽压是表压  $0.4\text{MPa}$ 。同时，液态丙烯在  $4200\text{kg/h}$  流量下被供送到蒸发器 3。结果，温度为  $9^{\circ}\text{C}$  的冷却了的冷却剂在  $120\text{m}^3/\text{h}$  流量下制得。该冷却了的冷却剂与来自液体冷却剂供给系统 1 的液体冷却剂混合，然后通过使用致冷器 13 被冷却到  
30  $^{\circ}\text{C}$ 。

冷却了的冷却剂以与实施例 1 相同的方法被循环并使用，但省略其向与精制塔连接的冷凝器 11 的循环。

在用于催化气相氧化反应的反应器 4 中的反应管道中装填 5.6m<sup>3</sup> 的在制备实施例中得到的催化剂（组成：摩尔比为钼：12，铋：1，  
5 铁：1，钴：4，钨：0.5，硅：1 和钾：0.06）。反应气体由 6 体积% 丙烯、12 体积% 氧气、9 体积% 蒸汽和 73 体积% 氮等组成。引入反应气体使其在催化剂上获得 2 秒的停留时间。结果如下所示。

蒸发器中丙烯气体压力的波动：不超过±2KPa。

致冷器中的能量消耗：3063MWh/Y

10 开始操作后瞬间的丙烯酸的吸收效率：99.6%

操作 6 个月后的丙烯酸的吸收效率：99.4%

操作 1 年后的丙烯酸的吸收效率：99.3%

由于聚合而暂停设备的次数:0/年

(对比例 2)

15 丙烯酸是按照实施例 2 的步骤制备的，但用温度为 120℃和在 650 kg/h 流量体积下表压为 0.1MPa 的饱和蒸汽代替液体冷却剂供送到丙烯蒸发器 3；在未获得任何冷却了的冷却剂的热交换后排出蒸汽；所得的用于在连接的设备中进行热交换的热源全部来自于液体冷却剂供送系统和致冷器。丙烯的蒸汽压是 1.0MPa 表压。结果如下所  
20 示。

蒸发器中丙烯气体压力的波动：不超过±10—20KPa。

致冷器中的能量消耗：3835MWh/Y

开始操作后瞬间的丙烯酸的吸收效率：99.4%

操作 6 个月后的丙烯酸的吸收效率：97.0%

25 操作 1 年后的丙烯酸的吸收效率：无法测量

由于聚合而暂停设备的次数:2/年

(结果)

(1) 在对比例 1 中，蒸发器中丙烯气体压力的波动不超过设定的±10—20KPa。在实施例 1 中，变化不超过设定的±2KPa。

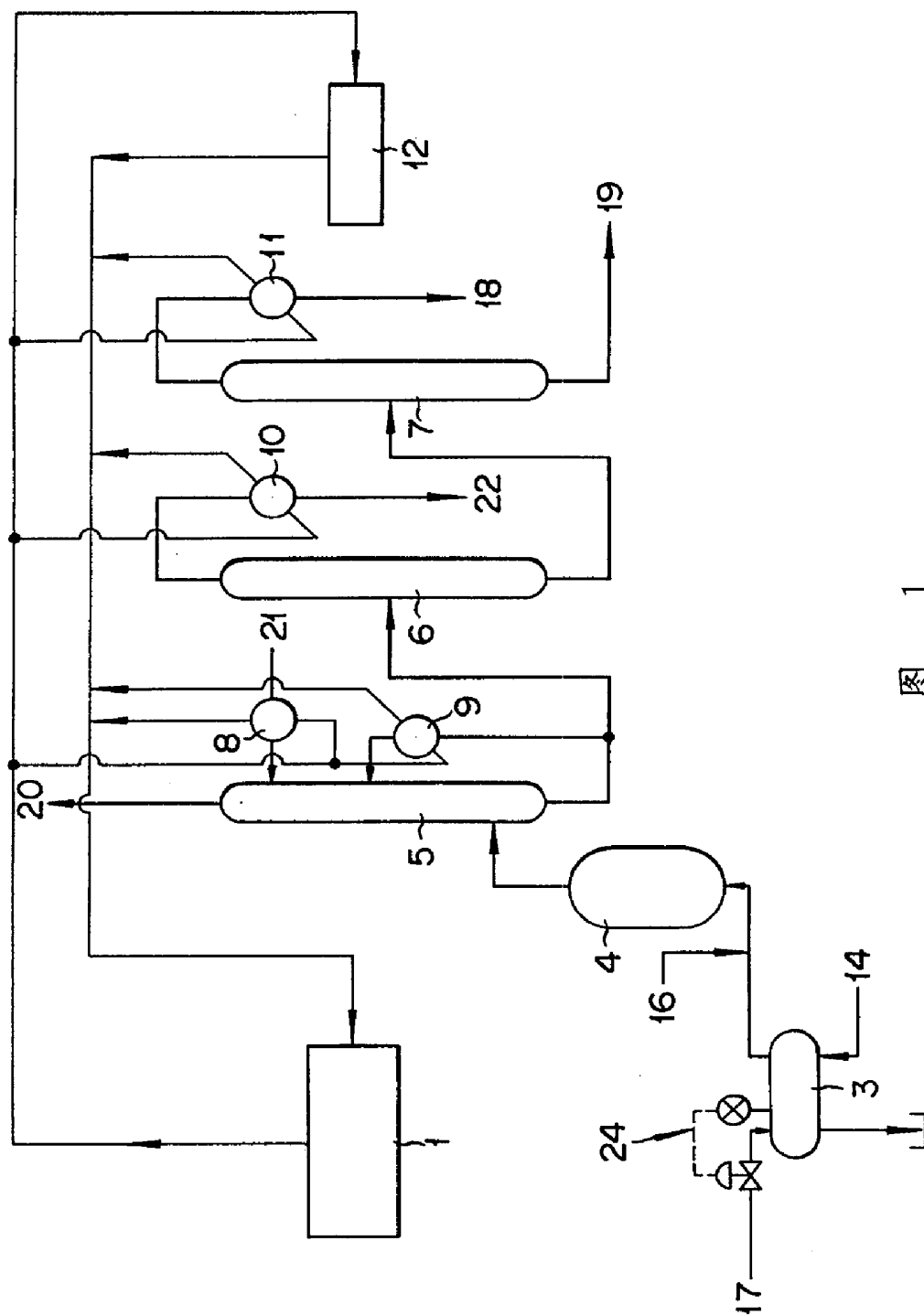
30 (2) 当实施例 1 和对比例 1 中使用的致冷器被用于检测能量消

耗时，发现实施例 1 中的能量消耗是 467MWh/Y，对比例 1 中的能量消耗是 937MWh/Y,差值是 470MWh/Y。

(3) 当实施例 2 和对比例 2 中使用的致冷器被用于检测能量消耗时，发现实施例 2 中的能量消耗是 3063MWh/Y，对比例 2 中的能量消耗是 3835MWh/Y,差值是 772MWh/Y。

(4) 在对比例 1 和 2 中，吸收塔中在操作的初始阶段为 99.5% 的丙烯酸吸收效率经过 6 个月以后下降到 97%。在实施例 1 和 2 中，即便是在离初始操作 1 年以后，吸收塔中丙烯酸吸收效率仍保持在 99.0%。结果，溶剂分离塔的负荷稳定，并且将上述温度下的液体冷却剂供送到与该塔连接的冷凝器是容易实现的。因此，塔的负荷是稳定的，并且液体冷却剂很容易供送到热交换器中。所以，在与塔连接的真空设备中，没有因聚合引起的设备的暂停操作。

说 明 书 附 图



1



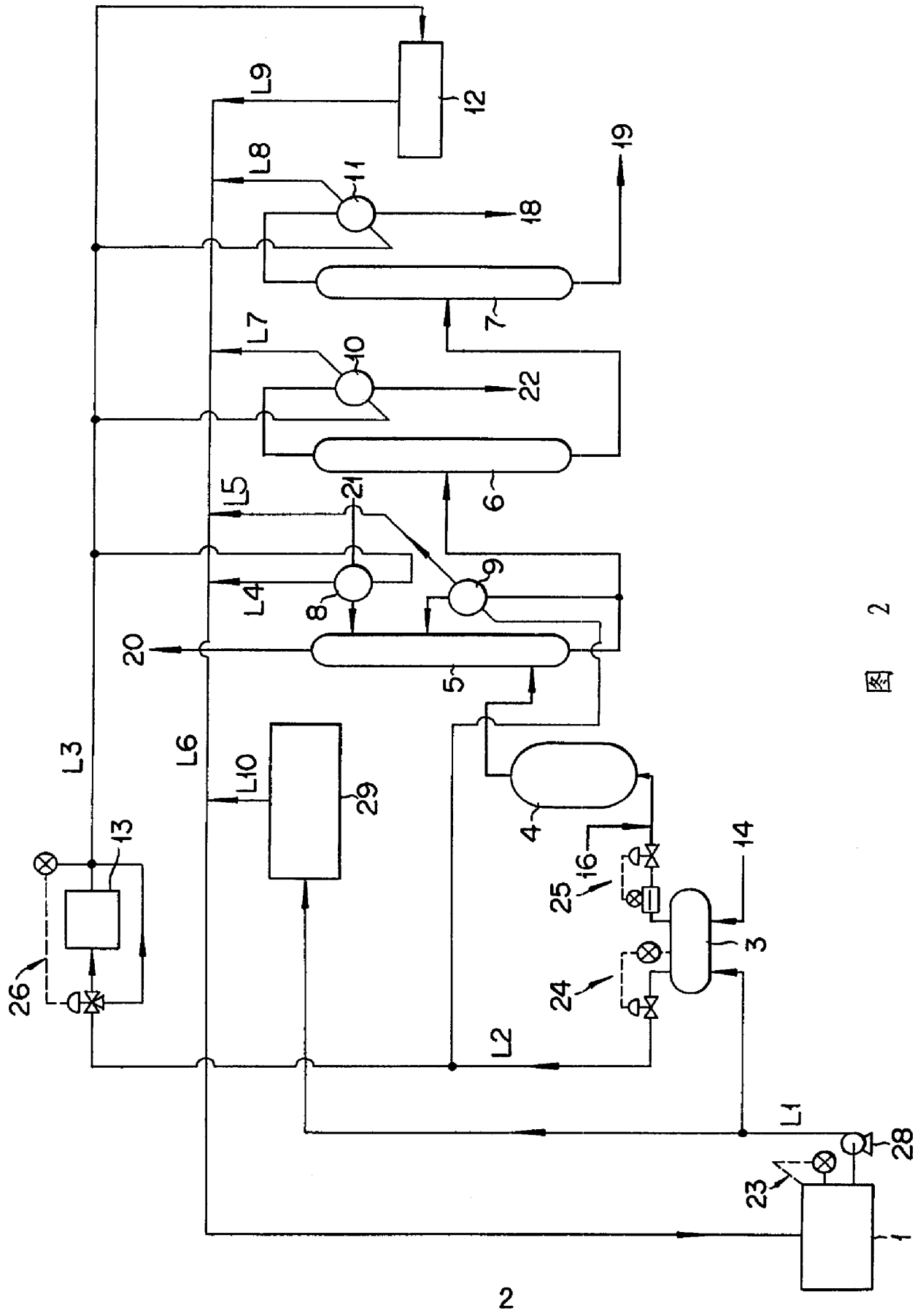
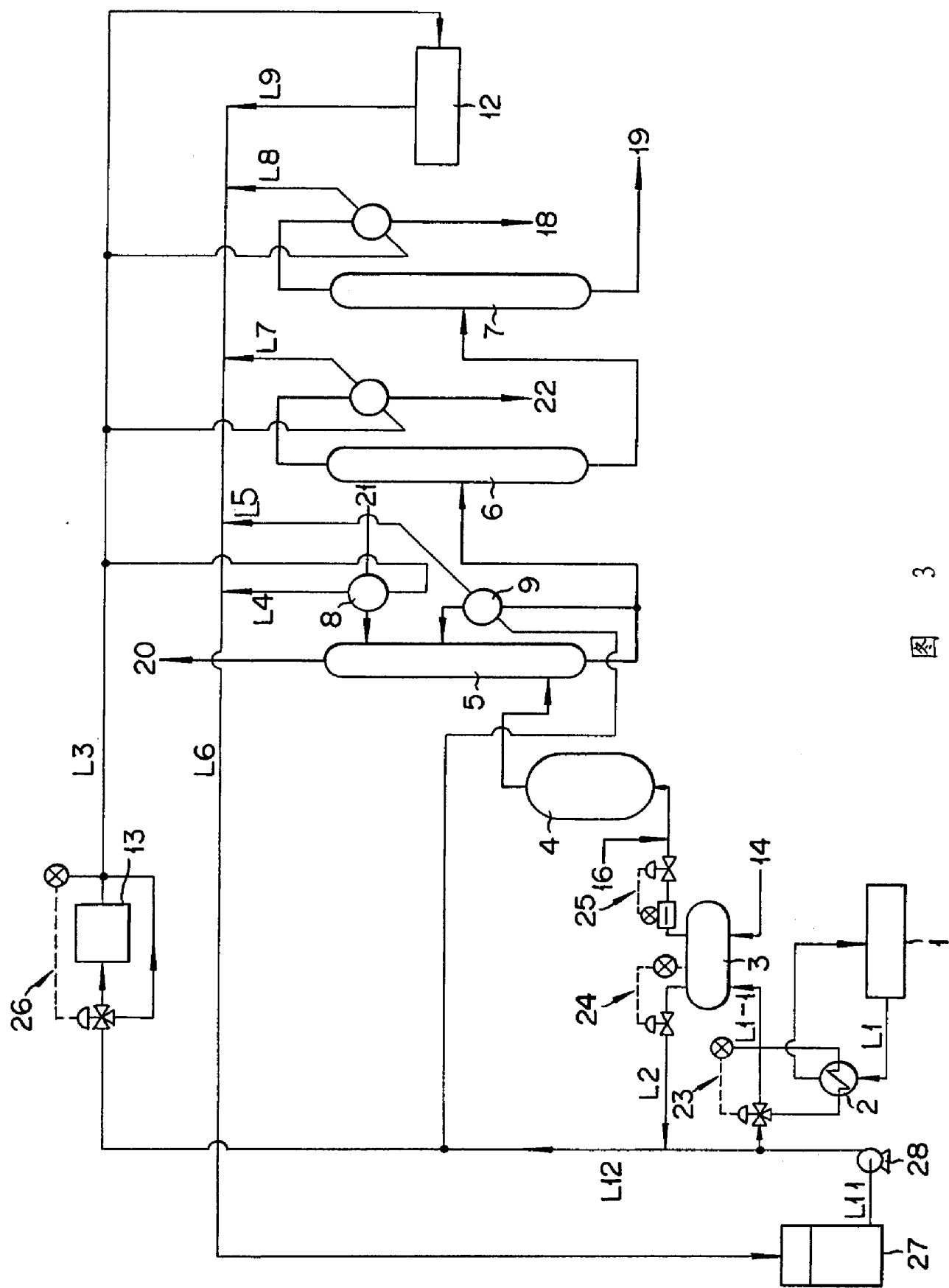


图 2



3